

# 干气中冷油闪蒸工艺模拟与多目标优化

贾继龙, 叶昊天, 韩志忠, 董宏光\*, 常文畅  
(大连理工大学化工学院, 辽宁 大连 116000)

**摘要:**针对干气提浓装置能耗较高的现状,对最新的中冷油闪蒸工艺进行了研究。采用 Aspen Plus 软件进行流程模拟,使用改进的遗传算法(NSGA-II),以年总费用(TAC)、CO<sub>2</sub>排放量( $E_{\text{carbon}}$ )和碳二回收率( $R_{C_2}$ )为目标函数,通过罚函数法转化为无约束问题,对中冷油闪蒸工艺进行多目标优化,获得了 Pareto 前沿。统计后发现,半贫液与贫液质量比的变异系数仅为 2.37%,可以使用平均值 1.95 来代表。最后使用优劣解距离法(TOPSIS)选取最优解进行对比,优化结果显示,相比于浅冷油吸收工艺,中冷油闪蒸工艺的  $R_{C_2}$  上升 3.09%, TAC 下降 43.75%,  $E_{\text{carbon}}$  减少 41.77%。结果表明,中冷油闪蒸工艺在各方面性能均有大幅提升,且基于 NSGA-II 算法的多目标优化方法能够发现更多的有益性结论。

**关键词:**干气提浓;遗传算法;多目标优化;流程模拟;优化设计;吸收

中图分类号:TQ028.1

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2024)01-0221-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.01.040

## Simulation and multi-objective optimization of dry gas middle-cool oil flash process

JIA Ji-long, YE Hao-tian, HAN Zhi-zhong, DONG Hong-guang\*, CHANG Wen-chang

(School of Chemical Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116000, China)

**Abstract:** In view of the high energy consumption in dry gas concentration unit, the latest middle-cool oil flash process is studied. Aspen Plus software is utilized for process simulation, and an improved genetic algorithm (NSGA-II) is used. Taking the annual total cost (TAC), CO<sub>2</sub> emissions ( $E_{\text{carbon}}$ ) and C<sub>2</sub> recovery ( $R_{C_2}$ ) as the objective functions, the penalty function method is used to transform the problem into an unconstrained problem. A multi-objective optimization is conducted on the middle-cool oil flash process to obtain a Pareto front. After statistics, it is found that the coefficient of variation for the mass ratio of semi lean liquid to lean liquid is only 2.37%, which can be represented by an average value of 1.95. Finally, the TOPSIS method is employed to select the best solution. The optimization results show that compared with the shallow-cool oil absorption process, the  $R_{C_2}$  of the middle-cool oil flash process increases by 3.09%, the TAC decreases by 43.75%, and the  $E_{\text{carbon}}$  decreases by 41.77%. It is shown that the performance of middle-cool oil flash process shows a great improvement in all properties, and the multi-objective optimization method based on NSGA-II algorithm can help to find more beneficial conclusions.

**Key words:** dry gas concentration; genetic algorithm; multi-objective optimization; process simulation; optimal design; absorption

炼厂干气是在常减压蒸馏、催化裂化、延迟焦化等装置中副产的不能液化的气体,主要成分包含氢气、甲烷、乙烷、乙烯,还含有少量的碳三、碳四及更重的烃类组分。由于我国油气资源相对匮乏,这部分轻烃资源,尤其是其中的碳二组分十分珍贵,之前技术不成熟时通常被当作燃料或者直接通入火炬燃烧,这不仅造成了极大的资源浪费,还降低了炼厂的效益,增加了碳排放<sup>[1]</sup>。

为了回收干气中的碳二组分,国外最早采用深冷分离的工艺,根据各组分沸点不同,使用精馏或分凝的方式进行分离,后来从 20 世纪 70 年代开始,中国石化洛阳石化工程公司和北京化工研究院对于干

气特点分别开发了中冷油吸收和浅冷油吸收技术,二者流程结构相似,都是采用混合碳四、碳五作为吸收剂,先吸收后精馏解吸的方式,主要区别在于吸收温度不同<sup>[1-3]</sup>。现在国内市场竞争能力较强的是浅冷油吸收技术<sup>[4-8]</sup>,优点是吸收温度在 10~15℃,可以使用溴化锂制冷,无需丙烯、乙烯制冷,整体上流程简单、灵活、制冷费用低,不足之处是吸收剂循环量大,解吸再生能耗高。近 2 年,大连理工大学团队新开发了中冷油闪蒸工艺<sup>[9-12]</sup>,该工艺前半部分还是需要先完成吸收,吸收温度在 -35℃ 左右,使用丙烯制冷,但是后半部分通过闪蒸解吸和半贫吸收剂循环相结合的方式大幅降低了能耗,第一套工业化装

收稿日期:2023-03-28;修回日期:2023-11-09

基金项目:国家自然科学基金项目(21276039)

作者简介:贾继龙(1998-),男,硕士生;董宏光(1963-),男,博士,教授,研究方向为过程系统工程,通讯联系人,hgdong@dlut.edu.cn。

置已在建设当中。

在设计化工工艺流程时,需要权衡的目标变量不止 1 个,常见的有原料转化率、产品纯度、年总费用(total annual cost, TAC)等。随着时代的发展,社会对于化学工业也提出了新的要求,需要将对环境的影响纳入进去。大多数情况下,这些目标变量往往互相冲突,是无法同时达到最优值的。对于此类问题,多目标优化具有独特优势。李军等<sup>[13]</sup>采用 NSGA-II 算法,以 TAC 和再沸器负荷( $Q$ )为 2 个目标函数,对隔壁精馏塔进行优化,同时在两方面获得了良好的优化效果。石晓青等<sup>[14]</sup>通过拟合得到反应精馏隔壁塔的代理模型,采用 MOEA/D 算法,对 TAC、 $Q$  和选择性同时进行了优化,结果表明在以上 3 个维度都获得了更为满意的结果。魏彬等<sup>[15]</sup>基于改进的 NSGA-II 算法,建立了 FCC 分离系统的多目标优化模型,提高了产品收率的同时还降低了能耗。

为了对中冷油闪蒸工艺进行详细地分析与优化,本文中使用了 Aspen Plus 软件进行全流程模拟,通过灵敏度分析确定了待优化变量取值范围,以碳二回收率( $R_{C_2}$ )、TAC 与年  $CO_2$  排放量( $E_{carbon}$ )为目标函数,建立了多目标优化数学模型。搭建 MATLAB 和 Aspen Plus 交互平台,在 MATLAB 中使用 NSGA-II 算法对模型进行优化求解,得到帕累托前沿(Pareto front)并选取最优解,最后与浅冷油吸收工艺进行对比。

## 1 油吸收法工艺介绍

### 1.1 浅冷油吸收工艺

目前应用较为广泛的干气浅冷油吸收工艺如图 1 所示,干气经过压缩预冷到  $15^\circ C$  后从塔中部进入吸收汽提塔,使用以丁烷为主的混合碳四作为吸收剂。吸收汽提塔顶得到的轻组分主要成分为甲烷、氢气,还夹带有少量的碳四吸收剂,需要送入汽

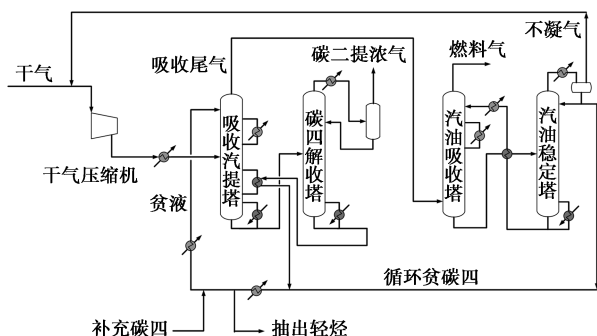


图 1 干气浅冷油吸收工艺流程

油吸收塔进行回收,回收的碳四作为吸收剂循环回去,剩余的气体进入燃料气管网。吸收汽提塔底的吸收剂富液送入碳四解吸塔,塔底得到解吸再生后的贫碳四吸收剂循环回去,塔顶得到合格的碳二提浓气产品。

### 1.2 中冷油闪蒸工艺

为了进一步降低工艺能耗,大连理工大学近年来开发了中冷油闪蒸技术,使用闪蒸解吸来替代部分的精馏解吸,一方面能够直接降低吸收剂解吸再生的能耗,另一方面可以得到低温的半贫碳四吸收剂,用来替代贫碳四吸收剂,降低吸收剂的循环量,从而进一步降低整个装置的能耗。以下将贫碳四吸收剂和半贫碳四吸收剂简称为贫液和半贫液。该技术的工艺流程如图 2 所示,主要包括 3 个部分,分别是碳四吸收塔、多级闪蒸区和碳四解吸塔。干气经过压缩预冷到  $-35^\circ C$  后送入碳四吸收塔,使用以丁烷为主的混合碳四作为吸收剂,塔顶得到燃料气,塔底的吸收剂富液进入多级闪蒸区连续降压闪蒸, I、II 两级闪蒸是为了脱除甲烷,闪蒸出的气相中还含有较多的碳二,需要与原料干气混合后再吸收, III、IV 两级闪蒸出的气相直接当产品。IV 级闪蒸出的液相一部分当作半贫液送回碳四吸收塔,一部分进入碳四解吸塔完成最终的解吸再生。碳四解吸塔顶气相与 III、IV 两级闪蒸出的气相混合作为最终的碳二提浓气产品,塔底液相作为贫液循环回碳四吸收塔进行吸收。

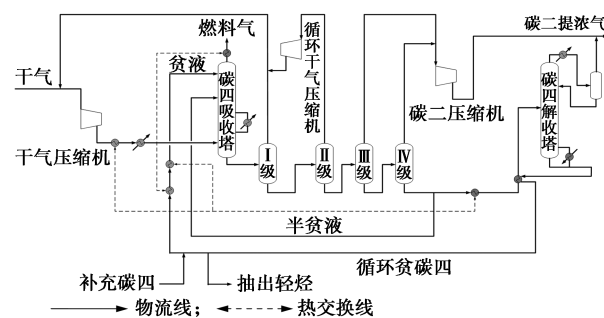


图 2 中冷油闪蒸工艺流程

## 2 模拟分析

采用通用流程模拟软件 Aspen Plus V 11.0 进行模拟,物性方法选择 Peng-Robinson 方程<sup>[16]</sup>,以 3 股炼厂干气为原料,干气的组成见表 1。碳二提浓气的产品指标要求为: $CH_4$  摩尔分数不高于 5%, $C_4$  及更重组分  $C_4+$  摩尔分数不高于 4%。

表 1 干气组成

干气	1	2	3
温度/℃	40.00	35.00	43.18
压力/MPa	2.70	1.05	0.35
流量/(kmol·h <sup>-1</sup> )	50.59	191.65	1466.24
摩尔分数/%			
H <sub>2</sub>	0.00	55.47	38.96
CO	0.00	0.00	0.89
CO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.55
O <sub>2</sub>	0.07	0.00	1.06
N <sub>2</sub>	0.25	0.00	7.50
CH <sub>4</sub>	17.70	26.63	29.47
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	74.85	9.97	13.11
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	6.89	0.28	2.85
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.01	4.86	1.75
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0.23	0.51	0.25
C <sub>4</sub>	0.00	1.70	2.08
C <sub>4</sub> +	0.00	0.58	1.53

## 2.1 浅冷油吸收工艺模拟分析

浅冷油工艺的各单元操作耦合度不高,前人的研究表明通过单变量优化即可获得适宜的操作参数,本文中使用的工艺参数取自相关文献[4-8,16-18]。在保证产品指标的前提下,根据原料的不同进行分析优化后的结果见表 2。

表 2 浅冷油吸收工艺模拟结果

项目	吸收 汽提塔	碳四 解吸塔	汽油 吸收塔	汽油 稳定塔
塔压/MPa	3.60	2.25	3.47	0.70
理论板数	43	38	16	15
进料位置	25	11	—	9
回流比	—	3.67	—	0.56
吸收剂流量/(t·h <sup>-1</sup> )		91.10		
CH <sub>4</sub> 摩尔分数/%		4.88		
碳二回收率/%		90.01		

## 2.2 中冷油闪蒸工艺模拟分析

中冷油闪蒸工艺中的碳四解吸塔相对独立且进料组成变化不大,所以通过灵敏度分析优化完成后就不再变动。模拟优化得碳四解吸塔塔压 1.6 MPa,理论板数 30,进料位置 20。然而,工艺中的碳四吸收塔与多级闪蒸区耦合程度高,不同操作参数间相互影响,使用灵敏度分析难以获得满意的结果,不过

可以辅助确定参数的影响程度,作为进一步优化的基础。

经过自由度分析,共有 9 个待优化变量,分别是碳四吸收塔压力  $P$ 、贫液用量  $F_1$ 、理论板数  $N$ 、半贫液用量  $F_2$ 、半贫液相对进料位置  $S$ , 和 I、II、III、IV 级闪蒸压力  $P_1$ 、 $P_2$ 、 $P_3$ 、 $P_4$ 。

参考相关文献[9-12],初步模拟计算后确定各变量的初值,作为后续分析的初始状态点。选择  $R_{C_2}$  和提浓气中 CH<sub>4</sub> 摩尔分数为目标变量,对以上 9 个待优化变量做灵敏度分析,结果如表 3、表 4 所示。最终,结合灵敏度分析情况,对各变量进行初步模拟探索后,确定的待优化变量取值范围见表 5。

表 3 变量+10%灵敏度分析结果 %

	$P$	$F_1$	$N$	$F_2$	$S$
$R_{C_2}$	3.50	1.58	0.04	-0.69	1.96
CH <sub>4</sub>	4.04	-0.25	-0.02	11.31	2.92
	$P_1$	$P_2$	$P_3$	$P_4$	
$R_{C_2}$	0.10	-0.02	0.46	0.65	
CH <sub>4</sub>	-0.02	2.03	13.09	-3.21	

表 4 变量-10%灵敏度分析结果 %

	$P$	$F_1$	$N$	$F_2$	$S$
$R_{C_2}$	-3.68	-1.96	-0.09	-0.26	-2.10
CH <sub>4</sub>	3.80	0.65	0.04	-4.18	-2.98
	$P_1$	$P_2$	$P_3$	$P_4$	
$R_{C_2}$	-0.18	0.02	-0.53	0.65	
CH <sub>4</sub>	0.04	-1.92	-12.60	-3.21	

表 5 各变量取值范围及优化结果

代号	取值范围	优化结果
$P$ /MPa	2.9~4.2	3.09
$F_1$ /(t·h <sup>-1</sup> )	16~22	20.79
$N$	25~50	48.00
$F_2$ /(t·h <sup>-1</sup> )	30~42	40.92
$S$	0.25~0.60	0.47
$P_1$ /MPa	0.8~1.2	0.95
$P_2$ /MPa	0.18~0.30	0.25
$P_3$ /MPa	0.0~0.3	0.24
$P_4$ /MPa	0.0~0.3	$1.63 \times 10^{-3}$

## 3 中冷油闪蒸工艺多目标优化

各种多目标优化算法的研究已经非常成熟,在

MATLAB 软件中有功能强大的工具箱可以使用,而 Aspen Plus 软件封装性很强,虽然在模拟化工流程方面非常准确,但是难以植入多目标优化模块,因此结合二者优点,通过 ActiveX 自动化技术搭建交互平台完成优化工作。

### 3.1 目标函数及约束条件

对于化工流程来说,最重要的技术经济指标就是年总费用(TAC),其中包括年总操作费用(total operation cost, TOC)和固定投资费用(total capital cost, TCC),如式(1)所示。

$$TAC = TOC + TCC/T \quad (1)$$

式中,  $T$  为投资还本期(payback period),本文中设为  $8 \text{ a}^{[19]}$ , 每年的运行时长为  $8\ 000 \text{ h}$ ; TOC 单位为  $10^4 \text{ USD/a}$ , 包括的各种公用工程价格如表 6 所示<sup>[20]</sup>; TCC 单位为  $10^4 \text{ USD}$ , 包括精馏塔壳费用、精馏塔板费用、压缩机费用和换热器费用, 计算取自文献[21-22], 忽略管道和机泵等价格较低的辅助设备。

表 6 公用工程价格

项目	参数	价格/(美元·GJ <sup>-1</sup> )
低压蒸汽	0.5 MPa, 160°C	14.05
中压蒸汽	1 MPa, 184°C	14.83
冷却水	进口 30°C, 出口 40°C	0.354
电	220 V	16.8
冷冻水	进口 5°C, 出口 15°C	4.43

随着国家“碳达峰”与“碳中和”战略的提出, 化工行业又有了新的要求, 二氧化碳排放量( $E_{\text{carbon}}$ , kt/a)也越来越多地用来衡量一个装置的优劣。 $E_{\text{carbon}}$ 的计算如式(2)所示, 需要先根据文献方法将各公用工程消耗的燃料量计算出来<sup>[20]</sup>, 天然气的单位热值燃料含碳量取  $15.3 \text{ t/TJ}$ , 碳氧化率取  $99\%$ <sup>[23]</sup>。

$$\text{CO}_2 \text{ 排放量} = \frac{\text{燃料量} \times \text{单位热值含碳量} \times \text{燃料碳氧化率}}{\quad} \quad (2)$$

干气提浓装置的目的是回收碳二组分, 衡量装置的效益指标为  $R_{\text{C}_2}$ , 因此在新装置的设计之初, 非常有必要对  $R_{\text{C}_2}$ 、TAC 和  $E_{\text{carbon}}$  进行权衡, 寻找最佳的工艺设计条件。

本文中所建立的多目标优化模型数学表达式见式(3), 约束条件为产品中  $\text{CH}_4$  摩尔分数不高于  $5\%$ ,  $\text{C}_4$  组分摩尔分数不高于  $4\%$ , 另外由于  $R_{\text{C}_2}$  太低时没有实际经济效益, 所以设定  $R_{\text{C}_2}$  不低于  $80\%$ 。在优化时使用罚函数法将有约束问题转化为无约束问题, 在 TAC、 $E_{\text{carbon}}$  后乘上罚函数因子, 在  $R_{\text{C}_2}$  后除

以罚函数因子。约束条件如式(4)所示, 罚函数因子  $M$  计算如式(5)、(6)所示。

$$\text{obj min}(TAC, E_{\text{carbon}} - R_{\text{C}_2}) = f(P, N, F_1, F_2, S, P_1, P_2, P_3, P_4) \quad (3)$$

$$\text{s. t.} \begin{cases} \text{CH}_4 \leq 5\% \\ \text{C}_4 \leq 4\% \\ R_{\text{C}_2} \geq 80\% \end{cases} \quad (4)$$

$$M_{\text{CH}_4} = \begin{cases} 1, \text{CH}_4 \leq 5\% \\ (\text{CH}_4/5)^5, \text{CH}_4 > 5\% \end{cases}$$

$$M_{\text{C}_4} = \begin{cases} 1, \text{C}_4 \leq 4\% \\ (\text{C}_4/5)^5, \text{C}_4 > 4\% \end{cases}$$

$$M_{R_{\text{C}_2}} = \begin{cases} 1, R_{\text{C}_2} \geq 80\% \\ (80/R_{\text{C}_2})^5, R_{\text{C}_2} < 80\% \end{cases} \quad (5)$$

$$M = M_{\text{CH}_4} \times M_{\text{C}_4} \times M_{R_{\text{C}_2}} \quad (6)$$

### 3.2 NSGA-II 算法简介

NSGA-II 算法是目前应用最为广泛和成功的多目标优化算法之一, 是在 NSGA 的基础上改进而来的, 由 Srinivas 和 Deb 在 2000 年提出<sup>[24-25]</sup>, 通过快速非支配排序算法、引进精英策略和采用拥挤度比较算子, 成功地降低了计算复杂度, 提高了运算速度和稳定性。在经过多次调试后选定种群大小为 120, 遗传代数为 100, 收敛容差为  $1 \times 10^{-4}$ , 若连续 30 代变化小于容差则认为已收敛。

### 3.3 优化流程框图及结果

本文中的多目标优化流程框图如图 3 所示。最终的 Pareto 前沿曲线如图 4 所示, 整个前沿呈现出一条从左上角到右下角均匀分布的曲线, 越靠近右下角曲线的斜率越低, 曲线上的每个点都代表了一

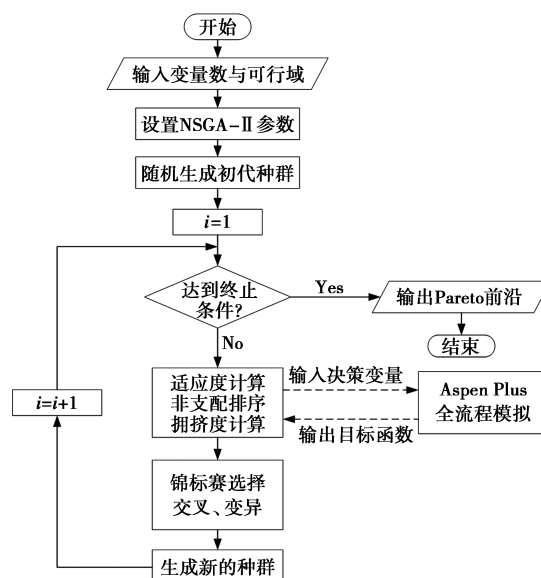


图 3 多目标优化计算流程

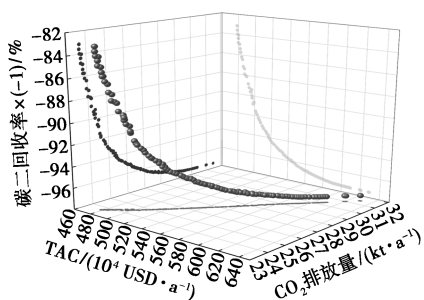


图4 Pareto 前沿曲线及各轴面投影

个优化后的操作工况。从图4中各轴面的投影可知,TAC与 $E_{\text{carbon}}$ 几乎呈线性正相关,且当回收率大于96%时,Pareto前沿曲线斜率已经非常小,继续提高回收率,会导致TAC与 $E_{\text{carbon}}$ 快速上升。

#### 4 优化结果与分析

经过多目标优化后得到的 Pareto 前沿是一组解集,在实际工程应用时,人们往往需要根据主观经验或客观方法从中选择一个点作为最优点。TOPSIS (优劣解距离法)是多目标决策分析时常用的综合评价方法,原理是根据待评价对象与理想最优点、理想最劣解的距离进行排序<sup>[26-27]</sup>。在化工过程研究中,TOPSIS法常见的操作步骤为:首先将 Pareto 前沿进行归一化处理消除量纲的影响,然后确定理想点,计算 Pareto 前沿上各点到理想点的欧式距离进行排序,得到距离最小点作为最优点<sup>[28]</sup>。图5为 Pareto 前沿归一化与最优点示意图。Pareto 前沿上各点与理想点距离如图6所示,图中最优点的各操作参数如表5所示。

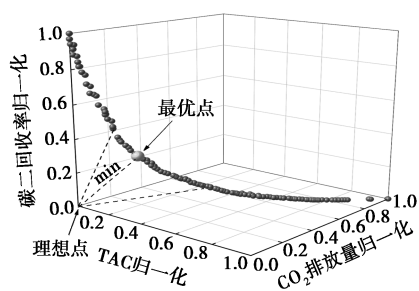


图5 Pareto 前沿归一化与理想点

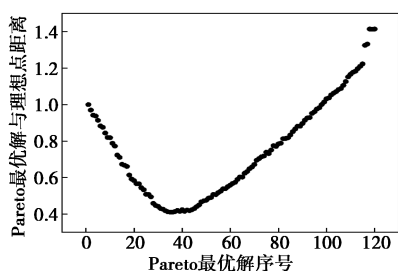
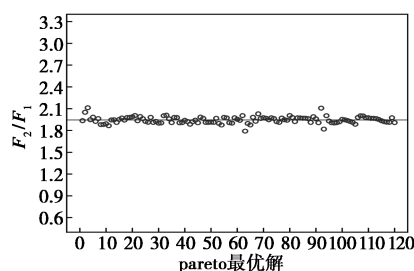


图6 Pareto 最优解与理想点距离

从表3、表4可知, $F_1$ 和 $F_2$ 对 $R_{C_2}$ 与 $\text{CH}_4$ 摩尔分数均有较大程度的影响。因此,如何权衡 $F_1$ 和 $F_2$ 二者的比例就成为了优化的重点。对 Pareto 前沿中的120个 Pareto 最优解进行统计分析,发现 $F_1$ 与 $F_2$ 的比值的分布呈现较强的规律性,如图7所示。从图7可以看出, $F_2/F_1$ 一直在平均值(1.95)附近波动,经过计算, $F_2/F_1$ 分布的标准差为0.046,变异系数为2.37%。一般当变异系数小于15%时,可以认为数据变异程度小,分布均匀。因此,统计数据表明 $F_2/F_1$ 离散程度很低,可以使用平均值来代表真值。

图7  $F_2/F_1$  的分布

候国新<sup>[29]</sup>使用单变量优化方法得到的 $P$ 为2.6 MPa, $F_1$ 为37.14 t/h, $F_2$ 为15 t/h, $P_1$ 、 $P_2$ 、 $P_3$ 、 $P_4$ 分别为1.0、0.31、0.13、0 MPa。固定 $F_2/F_1 = 0.4$ ,按照文献中的方法,调节 $F_1$ 和 $F_2$ 保证相同的 $R_{C_2}$ ,通过 $P_2$ 控制 $\text{CH}_4$ 含量达标,其他设备参数取自多目标优化最优点,计算结果作为单目标优化值。

中冷油闪蒸工艺的多目标优化结果与单变量优化结果见表7,从中可以看出多目标优化在所有能耗、回收率与环境指标上均有所提升。选择多目标优化结果与浅冷油吸收工艺进行对比,结果如表7所示。从表7可知,中冷油闪蒸工艺在 $R_{C_2}$ 提高3.09%的情况下,还能够降低43.75%的TAC和41.77%的 $E_{\text{carbon}}$ 。

表7 工艺计算结果对比

项目	浅冷油吸收	中冷油闪蒸		中冷油闪蒸相比浅冷油吸收	
		单变量优化	多目标优化	降低/%	增加/%
蒸汽负荷/kW	8975.62	1926.81	1237.97	86.21	—
电力负荷/kW	4295.45	5836.98	5591.75	—	30.18
冷却水负荷/kW	6624.04	9022.87	7849.80	—	18.50
冷冻水负荷/kW	9182.54	0	0	100	—
TAC/(10 <sup>4</sup> USD·a <sup>-1</sup> )	908.28	553.64	510.90	43.75	—
$E_{\text{carbon}}$ /(kt·a <sup>-1</sup> )	42.95	27.28	25.01	41.77	—
$R_{C_2}/\%$	90.01	90.70	93.10	—	3.09

## 5 结论

(1) 针对中冷油闪蒸工艺耦合程度高, 操作参数多且相互影响, 难以进行优化设计的问题, 本文中使用了 NSGA-II 算法, 搭建 MATLAB 与 Aspen Plus 交互平台, 建立多目标优化模型, 以 TAC、 $R_{C_2}$  和  $E_{\text{carbon}}$  为目标函数, 同时对 9 个操作参数进行优化。在种群数量 120, 迭代 100 次的情况下, 得到了 Pareto 前沿。

(2) 通过对 120 个 Pareto 最优解进行统计分析, 发现  $F_1$  和  $F_2$  的分布呈现较强的规律性, 其中  $F_2/F_1$  一直在平均值附近波动, 标准差为 0.046, 变异系数仅为 2.37%, 说明了使用平均值替代真值的可靠性。

(3) 使用 TOPSIS 法从 Pareto 前沿中选取最优点, 在最优点的工况下, 与浅冷油吸收工艺相比, 中冷油闪蒸工艺的 TAC 减少了 43.75%,  $E_{\text{carbon}}$  降低了 41.77%, 同时  $R_{C_2}$  提高了 3.09%, 在 3 个目标函数上都取得了令人满意的效果。

(4) 验证了基于 NSGA-II 算法的多目标优化方法对于中冷油闪蒸工艺具有良好的效果, 与单变量优化方法相比, 各项指标均有不同程度的提升。

## 参考文献

- [1] 林泰明, 谷育生, 李吉春, 等. 催化裂化干气的综合利用[J]. 石化技术与应用, 2004, 22(5): 315-319.
- [2] 张敬升, 李东风. 炼厂干气的回收和利用技术概述[J]. 化工进展, 2015, 34(9): 3207-3215.
- [3] 侯效余, 张敬升, 李东风. 炼厂干气中碳二组分回收技术概述[J]. 石油石化绿色低碳, 2021, 6(1): 11-18.
- [4] 过良, 程建民, 李东风, 等. 采用浅冷油吸收法分离炼厂催化干气的方法; CN101638584[P]. 2010-02-03.
- [5] 过良, 程建民, 李东风, 等. 采用浅冷油吸收法分离炼厂催化干气的方法; CN101638584B[P]. 2013-01-02.
- [6] 程建民, 刘智信, 李东风, 等. 一种采用油吸收分离炼厂催化干气的方法; CN101759516A[P]. 2010-06-30.
- [7] 程建民, 李东风, 刘智信, 等. 一种采用油吸收分离炼厂催化干气的方法; CN101812322A[P]. 2010-08-25.
- [8] 程建民, 李东风, 刘智信, 等. 采用油吸收分离炼厂催化干气的方法; CN101759518A[P]. 2010-06-30.
- [9] 侯国新, 邹雄, 朱炜玄, 等. 一种分离富含碳二碳三干气的方法与装置; CN112279746A[P]. 2021-01-29.
- [10] 邹雄, 朱炜玄, 侯国新, 等. 一种分离炼厂不饱和干气的方法和系统; CN112410071A[P]. 2021-02-26.
- [11] 朱炜玄, 邹雄, 侯国新, 等. 一种从炼厂干气中回收碳二的节能工艺与装置; CN112410070A[P]. 2021-02-26.
- [12] 侯国新, 邹雄, 朱炜玄, 等. 一种分离炼厂饱和干气的方法; CN112410067A[P]. 2021-02-26.
- [13] 李军, 王纯正, 马占华, 等. 基于 Aspen Plus 和 NSGA-II 的隔壁塔多目标优化研究[J]. 高校化学工程学报, 2015, (2): 399-405.
- [14] 石晓青, 朱炜玄, 叶昊天, 等. 碳五隔壁反应精馏预处理工艺模拟及多目标优化[J]. 化工学报, 2022, 73(3): 1246-1255.
- [15] 魏彬, 周鑫, 王耀伟, 等. 基于改进 NSGA-II 算法的 FCC 分离系统多目标优化[J]. 化工学报, 2021, 72(5): 2735-2744.
- [16] 张敬升. 浅冷油吸收工艺回收炼厂饱和干气的模拟[J]. 石油化工, 2014, 43(9): 1069-1075.
- [17] 廖丽华, 李东风, 程建民, 等. 浅冷油吸收法回收炼厂干气工艺研究[C]. 吉林: 第十八次全国乙烯年会, 2014.
- [18] 廖丽华. 浅冷油吸收法回收炼厂干气技术中碳四吸收塔的研究[C]. 克拉玛依: 2012 年石油天然气及石化装备管理与技术研讨会, 2012.
- [19] Li R, Ye Q, Suo X, et al. Improving the performance of heat pump-assisted azeotropic dividing wall distillation[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2016, 55(22): 6454-6464.
- [20] Richard T, Richard C. B, Wallace B. W, et al. Analysis, synthesis, and design of chemical processes[M]. New Jersey: Prentice Hall, 1998: 244.
- [21] Douglas J M. Conceptual design of chemical processes[M]. New York: McGraw-Hill, 1988: 570-579.
- [22] Wang Y, Huang K, Wang S. A simplified scheme of externally heat-integrated double distillation columns (ehiddic) with three external heat exchangers[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2010, 49(7): 3349-3364.
- [23] 国家发展改革委应对气候变化司. 省级温室气体清单编制指南(试行)[Z]. 北京, 2011: 18.
- [24] Srinivas N, Deb K. Multiobjective optimization using nondominated sorting in genetic algorithms[J]. Evolutionary Computation, 1994, 2: 221-248.
- [25] Deb K, Agrawal S, Pratap A, et al. A fast elitist non-dominated sorting genetic algorithm for multi-objective optimization: NSGA-II[A]. Proc of the Parallel Problem Solving from Nature VI Conf[C]. Paris, 2000: 849-858.
- [26] Ahmadi M H, Sayyaadi H, Mohammadi A H, et al. Thermo-economic multi-objective optimization of solar dish-stirling engine by implementing evolutionary algorithm[J]. Energy Conversion and Management, 2013, 73: 370-380.
- [27] Abdollahi G, Sayyaadi H. Application of the multi-objective optimization and risk analysis for the sizing of a residential small-scale cchp system[J]. Energy and Buildings, 2013, 60: 330-344.
- [28] Sayyaadi H, Nejatollahi M. Multi-objective optimization of a cooling tower assisted vapor compression refrigeration system[J]. International Journal of Refrigeration, 2011, 34(1): 243-256.
- [29] 侯国新. 油吸收法回收炼厂干气工艺研究[D]. 大连: 大连理工大学, 2022. ■